

L12 ANSWER 108 OF 240 HCAPLUS COPYRIGHT 2001 ACS
 AN 1989:78218 HCAPLUS
 DN 110:78218
 TI Apparatus and method for **concentrating liquid** products
 IN Miura, Ikuo; Muramatsu, Hiroshi
 PA Ebara Corp., Japan
 SO Jpn. Tokkyo Koho, 8 pp.
 CODEN: JAXXAD
 DT Patent
 LA Japanese
 FAN.CNT 1

	PATENT NO.	KIND	DATE	APPLICATION NO.	DATE
PI	JP 63040121	B4	19880809	JP 1979-135538	19791020
	JP 56058501	A2	19810521		
AB	The app. esp. for concg. sugar solns. or multicomponent liqs. comprises (a) >1 evapg. columns, (b) means for continuously monitoring the feed flow, product concns. and vapor amt. in each column, (c) means for optimizing the final product concn. in the last column based on the feedback signals, and (d) a microprocess computer. The app. is suitable for manufg. high-quality syrup and reduces operation cost.				
IC	B01D001-00				
CC	47-2 (Apparatus and Plant Equipment)				
ST	sugar soln evapn concentrator control; process control syrup manuf concentrator				
IT	Syrups (manuf. of, high-quality, concentrators for)				
IT	Concentrators (evaporative , with multiple columns, for sugar solns .)				

JP56058501
CONCENTRATION CONTROLLING SYSTEM IN PRODUCTION OF SOLUTION OF PLURAL KINDS OF CONCENTRATIONS
 EBARA CORP

Inventor(s): MIURA IKUO ; MURAMATSU HIROSHI
 Application No. 54135538 JP54135538 JP, Filed 19791020,

Abstract: PURPOSE: To enable solution of multiple kinds to be produced easily and efficiently with the same concentrating apparatus by operating, correcting and optimizing the output signal of a product solution outlet concentration detecting part and obtaining an optimum control constant equivalently.

CONSTITUTION: At the time of controlling product solution outlet concentration in a concentrating apparatus 1, raw liquid inlet flow rate is mainly operated at the steady operation and heating vapor flow rate is used in combination as suboperating quantity at the output concentrating changing. At the same instant when the output concentration is set by an output concentration setter 18, setting of a vapor flow control indicating controller 14 corresponding to the rate of evaporation determined from the concentration set value and the desired value of the raw liquid inlet flow rate etc. by an operator 19 is carried out. At the same time, the setting of an operator 20 to optimize the output signal of an output concentration indicating controller 17 is carried out as correction to the change in the process gain caused owing to the change of the concentration set value. In this way, the PID constant of the controller 17 is automatically adjusted so as to enter the allowable range of the optimum value equivalently.
 COPYRIGHT: (C)1981,JPO&Japio

4/7/1

DIALOG(R)File 350:Derwent WPIX

(c) 2001 Derwent Info Ltd. All rts. reserv.

007613687

WPI Acc No: 1988-247619/198835

Concn. control for prodn. of solns. with different concns. - used in mfr.
of liquefied sugars (J5 21.5.81)

Patent Assignee: EBARA MFG CO LTD (EBAR)

Number of Countries: 001 Number of Patents: 002

Patent Family:

Patent No	Kind	Date	Applicat No	Kind	Date	Week
-----------	------	------	-------------	------	------	------

JP 88040121	B	19880809	JP 78135538	A	19781020	198835 B
-------------	---	----------	-------------	---	----------	----------

JP 56058501	A	19810521				198835
-------------	---	----------	--	--	--	--------

Priority Applications (No Type Date): JP 78135538 A 19781020

Patent Details:

Patent No	Kind	Lan	Pg	Main IPC	Filing Notes
-----------	------	-----	----	----------	--------------

JP 88040121	B		8		
-------------	---	--	---	--	--

Abstract (Basic): JP 88040121 B

Concn. control comprises correcting a process gain K obtd.
previously according to the change of the concn. about the total gain
of a transfer function of a control loop to control the concns. at the
outlet of a concentrator, so that aK is const.; a = correction coefft..

Used for making liquefied sugars. (J56058501-A)

0/4

Derwent Class: D17

International Patent Class (Additional): B01D-001/00

⑩ 日本国特許庁 (JP)

⑪ 特許出願公開

⑫ 公開特許公報 (A)

昭56—58501

⑬ Int. Cl.³
B 01 D 1/00

識別記号

庁内整理番号
2126—4D

⑭ 公開 昭和56年(1981)5月21日

発明の数 1
審査請求 未請求

(全 7 頁)

⑮ 複数種類の濃度の溶液の製造における濃度制御方法

株式会社荏原製作所内

⑯ 発明者 村松洋

東京都大田区羽田旭町11番1号

株式会社荏原製作所内

⑰ 特 願 昭54—135538

⑱ 出 願 昭54(1979)10月20日

⑲ 出 願 人 株式会社荏原製作所

東京都大田区羽田旭町11番1号

⑳ 発 明 者 三浦郁男

東京都大田区羽田旭町11番1号

㉑ 代 理 人 弁理士 端山五一

- 1 -

明 細 書

1. 発明の名称 複数種類の濃度の溶液の製造における濃度制御方法

2. 特許請求の範囲

1. 原液より、複数種類の濃度の溶液を同一の濃縮装置で製造する場合の濃度制御方法において、制御量として製品溶液出口濃度を取り、定常運転時における主操作量として原液入口流量を取り、製品溶液濃度の切り換え運転時において併用する副操作量として加熱用の蒸気流量を取り、前記出口濃度の所望値を設定すると自動的に蒸気量も設定され、かつ、前記出口濃度の検出部の出力信号を演算して補正適正化し、等価的に最適制御定数を得ることを特徴とする複数種類の濃度の溶液の製造における濃度制御方法。

3. 発明の詳細な説明

本発明は、原液より、異なる複数種類の濃縮液を同一濃縮装置を用いて製造する場合の濃度制御

- 2 -

方法に関するものである。

原液が、たとえば液糖の場合、通常原料の液化工程から始まり、糖化精製工程から約30%程度の濃度で製造される。この原液を多重効用缶等により、所定の濃度に濃縮したのち、液状製品用、精製糖用、結晶糖用、異性化糖用等として次工程の中間液として送られる場合があり、これらの中間液は、次工程の目的によつて75%、65%、55%等の異なる濃度を必要とする。

このようにそれぞれ異なる濃度の濃縮液を必要とする場合、従来は例えば第1図に示す如き方式が用いられていた。同図において1は濃縮装置で、原液供給管3により原液の供給を受け、蒸気管8からの蒸気により加熱され原液の水分が蒸発し濃縮された濃縮液は出口管4を経て送り出される。出口管4の先端は管路5,6,7に分岐されそれぞれ例えば75%、65%、及び55%濃度の濃縮液用として用いられる。8,9,10は切り換え用の弁である。

11は出口濃度を調節するため、出口濃度を検出し、それに応じた信号を発する濃度指示調節

計であり、13は原液の入口流量を調節するため、入口流量を検出し、かつ前記の濃度指示調節計11からの信号を受けて入口流量の流量制御弁13を制御する信号を発する流量指示調節計である。14は蒸気の供給量を調節するため、蒸気流量を検出し、蒸気の流量制御弁15を制御する信号を発する流量指示調節計である。16は蒸気排出管である。

このような構成のシステムにおいて、制御量として出口濃度を取り、操作量として入口原液流量又は蒸気流量を取ったフィードバック制御系の出口濃度指示調節計11の設定値をそれぞれ目的に応じた値に設定し、必要に応じて切り換えを行ない所定の複数種類（本例においては3種）の濃度の濃縮液を同一の濃縮装置1により製造するようになつてゐる。この方法は出口濃度を定値制御する方法として従来最も多く使用されているが、この制御系で出口設定濃度を変更し多種類の濃縮液を制御する場合の最も大きな欠点は、出口設定濃度により、この制御系のプロセス特性が著しく変

化する事であり、この為、出口濃度指示調節計11の比例定数、積分定数、微分定数、（以下P.I.D定数と言う）の最適値が著しく異なる。即ち出口濃度の設定を変更する毎に濃度指示調節計11のP.I.D定数の再調整を必要とする。このP.I.D調整は、通常計装技術者が行ない、プラントの操作員のテリトリーに含まれないのが通例である。従つてひんばんに出口濃度の設定値を変更する場合、運転操作上非常に扱いにくい事が大きな欠点となる。

従来の例につき、さらに説明すれば、第1図に示す如く制御量に出口液濃度を取り、操作量に入口原液流量をとる時この濃縮装置1の物質収支を示す理論式は下記の様になる。

$$\left. \begin{aligned} f_i b_i &= f_o b_o \\ \text{ここで } f_o &= f_i - g \\ \therefore f_i &= \frac{b_o g}{b_o - b_i} \end{aligned} \right\} \dots \dots (1)$$

$$g = k_1 g + k_2 \dots \dots (2)$$

f_i : 原液入口流量 m^3 / H

b_i : 原液入口濃度 %
 f_o : 濃縮液出口流量 m^3 / H
 b_o : 濃度 %
 g : 濃縮装置の蒸気量 m^3 / H
 g : 熱源として使用した蒸気量 T / H
 k_1, k_2 : 係数

出口液濃度を多種類製造する場合、蒸気量を一定で、原液流量のみ、出口製品濃度に応じて変化させる事でも、前式(1)のバランス上目的は達せられるが、この場合、入口流量をかなり変化させる事になる。一般に原液製造設備はほぼ一定濃度で一定流量で製造されるのが普通であり、全体の液バランスがくずれて好ましい運転とは言えない。

これらの欠点を避けるため、目的の製品濃度に応じて自動的に蒸気量を変更することによつて、入口原液流量の変化をどの製品濃度においても小さく抑えるという方式が考えられる。

今、濃縮装置1は、第3図の如く1号缶21、2号缶22、3号缶23の3缶で構成された3重効用の濃縮装置1とする。24は蒸気、25は原

液、26は排気ペーパ、27はドレン、28は出口液である。

1号缶21の原液入口流量、 f_i m^3 / H 、濃度 b_i %とし、1号缶21の出口流量、 f_1 m^3 / H 、濃度 b_1 %とした時、

定常状態では、前記(1)同様、 $f_i b_i = f_1 b_1$ となる。非定常状態では1号缶21内の液保有量、 $C_1 m^3$ とした時、微小時間 Δt 時間内の入口流量変化分を $\Delta f_i m^3 / H$ 、出口濃度の変化分を Δb_1 %とすると、

$$\Delta b_1 = \frac{1}{C_1} (\Delta f_i \cdot b_i - \Delta b_1 \cdot f_1) \Delta t \text{ となる。}$$

$$\therefore C_1 \frac{\Delta b_1}{\Delta t} = \Delta f_i b_i - \Delta b_1 f_1$$

$\Delta t \rightarrow 0$ の極限に於いては、

$$C_1 \frac{db_1}{dt} = \Delta f_i b_i - \Delta b_1 \cdot f_1$$

両辺をラプラス変換し、入力 F_i 、出力 B_1 とした伝達関数 $G_1(s)$ は、

$$B_1(s) \left(1 + \frac{C_1}{f_1} s \right) = \frac{b_i}{f_1} F_i(s)$$

$$G_1(s) = \frac{B_1(s)}{F_i(s)} = \frac{\frac{b_i}{f_1}}{1 + \frac{C_1}{f_1} s} = \frac{K_1}{1 + T_1 s} \text{ となる。}$$

$$\therefore K = \frac{b_1}{f_1}, \quad T = \frac{C_1}{f_1}$$

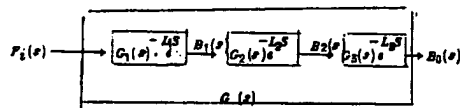
同様に2号缶22、3号缶23の伝達関数 $G_2(s)$ 、 $G_3(s)$ も求まるが、1号缶⁽²¹⁾と異なる点は、入力が濃度となる点である。

$$G_2(s) = \frac{B_2(s)}{B_1(s)} = \frac{K_2}{1 + T_2 s}, \quad K_2 = \frac{f_1}{f_2}, \quad T_2 = \frac{C_2}{f_2}$$

$$G_3(s) = \frac{B_3(s)}{B_2(s)} = \frac{K_3}{1 + T_3 s}, \quad K_3 = \frac{f_2}{f_0}, \quad T_3 = \frac{C_3}{f_0}$$

ここで C_2 、 C_3 は2号缶22、3号缶23の液保有量、 f_2 、 f_0 はそれぞれ2号缶22、3号缶23の出口流量、 B_2 、 B_3 はそれぞれ2号缶⁽²²⁾、3号缶⁽²³⁾の出口濃度である。

この3缶を合成した伝達関数 $G(s)$ は、各缶のつなぎで発生するむだ時間 (L_1, L_2, L_3) を考慮すると、



P.I.D定数の最適値を選択しなければならずこの装置を運転するオペレータに課す労力は余りにも大き過ぎる。即ち、オペレータにプロセス制御の専門知識を要求する事になるからである。

本発明は、運転点を変更した場合に、自動的にP.I.D定数を等価的に最適値の許容範囲に入るように調整を行なうようにすることにより、従来の方法の上記の欠点を除き、同一の装置においても、極めて容易に多種類の濃度の溶液を効率よく製造することができ、複数種類の濃度の溶液の製造における濃度制御方法を提供することを目的とするものである。

本発明は原液より、複数種類の濃度の溶液を同一の装置で製造する場合の濃度制御方法において、制御量として製品溶液出口濃度を取り、定常運転時における主操作量として原液入口流量を取り、製品溶液濃度の切り換え運転時において併用する副操作量として加熱用の蒸気流量を取り、前記出口濃度の所望値を設定すると自動的に蒸気量も設定され、かつ、前記出口濃度の検出部の出

$$G(s) = \frac{K e^{-Ls}}{(1 + T_1 s)(1 + T_2 s)(1 + T_3 s)} \quad \dots\dots(3)$$

となりむだ時間を含む3次遅れ系となる。

$$\text{ここで } K = K_1 \cdot K_2 \cdot K_3 = \frac{b_1}{f_1} \times \frac{f_1}{f_2} \times \frac{f_2}{f_0} = \frac{b_1}{f_0} \quad \dots\dots(4)$$

$$L = L_1 + L_2 + L_3$$

さて、前記の条件で多種濃度の製品を製造する場合、それぞれ出口設定濃度により前記伝達関数は異なつた値となるが、むだ時間 (L_1, L_2, L_3) 、時定数 (T_1, T_2, T_3) は、入口原液流量をほぼ一定とする事から、ほとんど変わらないと言える(厳密には、出口濃度を高く運転すれば、出口に近づくに従つて流量は減少するから、むだ時間、 L 、及び時定数 T は少々増加する。)しかしプロセスゲイン K は、出口設定濃度に対し大きく変化するのでプロセス伝達関数 $G(s)$ はこれに依り変化する。

このため、出口濃度調節計のP.I.D定数の最適値がそれぞれ運転点に於いて異なつた値をとる事になり、前述した様に運転濃度によりその部

力信号を演算して補正適正化し、等価的に最適制御定数を得ることを特徴とする複数種類の濃度の溶液の製造における濃度制御方法である。

本発明を実施例につき図面を用いて説明すれば、17は第2図に於て出口濃度指示調節計、18は出口濃度設定器、19、20は演算器であり、出口濃度設定器18により濃度設定されると、同時に演算器19により、濃度設定値と原液入口流量の所望値等から定まる蒸気量に相当する蒸気流量指示調節計14の設定が行なわれる。又同時に、濃度設定値の変更により生ずるプロセスゲインの変化に対する修正として、出口濃度指示調節計17の出力信号の適正化を計る演算器20の設定が行われる。

出口濃度指示調節計17のP.I.Dモードの演算式は、

$$r = \frac{100}{K_p} \left(z + \frac{1}{T_i} \int z dt + T_d \frac{dz}{dt} \right) \quad \dots\dots(5)$$

r : 調節計出力の変化分

z : 偏差 = 濃度設定値 - 濃度測定値

T_i : 定数 (積分時間)

T_d : 定数 (微分時間)

K_p : 定数 (比例帯調節計ゲインの逆数)

で表わされる。

この調節計の演算定数 K_p , T_i , T_d の最適値を出口濃度の低い使用点に合せたものとする。出口濃度を高く運転する場合はプロセスゲイン K が上昇する分だけ調節計の出力信号を下げてやればよい。即ち、

$$\alpha \cdot K = \text{constant} \quad (\alpha \leq 1) \quad \dots \dots (6)$$

の条件を与えればよい。

$$Y = \alpha \cdot r \quad \dots \dots (7)$$

Y : 補正後の制御信号

r : 調節計の出力信号

α : 補正係数

この補正係数 α は、出口濃度設定値で変化する係数であり、演算器 20 はこの補正係数 α を決定する為のものである。これらの関係をブロック図で表わすと第 4 図(a)のようになる。

ここに A は目標値、 B は制御量、 C は調節器の

伝達関数、 G_α は補正器の伝達関数、 G_p はプロセスの伝達関数である。

具体例として製品濃度 75%, 65%, 55% の 3 種類を、3 重効用缶濃縮装置にて製造するものとして、その濃縮缶の設計諸元を下記の様に定めた。

- ・入口流量を、各種の出口濃度に対する運転点で $f_i = 15 \text{ m}^3/\text{H}$
- ・入口濃度を、各種の出口濃度に対して $d_i = 30\%$
- 入口流量計のレンジ $0 \sim 30 \text{ m}^3/\text{H}$
- 出口濃度計のレンジ $50 \sim 80\%$
- 各濃縮缶の条件は第 1 表の如くである。

第 1 表

出口濃度 75% の時									
蒸発量 (t)	1 号缶	2 号缶	3 号缶	合計 (t)	蒸発量 (t)	1 号缶	2 号缶	3 号缶	合計 (t)
缶内保有液量 (t)									
時定数 (分)	0.14	0.13	0.14	0.37	時定数 (分)	0.14	0.13	0.14	0.37
むだ時間 (分)	0.25	0.25	0.25	0.75	むだ時間 (分)	0.25	0.25	0.25	0.75
流量 (t)	10.0	8.0	5.0	23.0	流量 (t)	10.0	8.0	5.0	23.0
濃度 (%)	45	56.3	75		濃度 (%)	45	56.3	75	
出口濃度 65% の時									
蒸発量 (t)	1 号缶	2 号缶	3 号缶	合計 (t)	蒸発量 (t)	1 号缶	2 号缶	3 号缶	合計 (t)
缶内保有液量 (t)					缶内保有液量 (t)				
時定数 (分)	0.14	0.13	0.14	0.37	時定数 (分)	0.14	0.13	0.14	0.37
むだ時間 (分)	0.25	0.25	0.25	0.75	むだ時間 (分)	0.25	0.25	0.25	0.75
流量 (t)	10.0	8.0	5.0	23.0	流量 (t)	10.0	8.0	5.0	23.0
濃度 (%)	42.9	51.7	65.2		濃度 (%)	42.9	51.7	65.2	
出口濃度 55% の時									
蒸発量 (t)	1 号缶	2 号缶	3 号缶	合計 (t)	蒸発量 (t)	1 号缶	2 号缶	3 号缶	合計 (t)
缶内保有液量 (t)					缶内保有液量 (t)				
時定数 (分)	0.14	0.13	0.14	0.37	時定数 (分)	0.14	0.13	0.14	0.37
むだ時間 (分)	0.25	0.25	0.25	0.75	むだ時間 (分)	0.25	0.25	0.25	0.75
流量 (t)	11.2	9.7	5.0	25.9	流量 (t)	11.2	9.7	5.0	25.9
濃度 (%)	40.26	46.4	54.9		濃度 (%)	40.26	46.4	54.9	

尚、出口濃度 65%, 55% に於けるむだ時間、及び時定数は流量に反比例するから、上記・印の設計条件を与えると伝達関数を求める全ての定数が決定される。

プロセスゲイン K は、(4) 式より

$$K_75 = \frac{b_i}{f_i} = \frac{30}{6} = 5$$

$$K_{65} = \frac{30}{6.9} = 4.35$$

$$K_{55} = \frac{30}{8.2} = 3.66$$

むだ時間、時定数の計算結果を整理すると、

$75L_1 = 0.2$ 分	$75L_2 = 0.25$ 分	$75L_3 = 0.05$ 分
$65L_1 = 0.19$ 分	$65L_2 = 0.25$ 分	$65L_3 = 0.04$ 分
$55L_1 = 0.18$ 分	$55L_2 = 0.21$ 分	$55L_3 = 0.036$ 分
$75T_1 = 0.6$ 分	$75T_2 = 1.0$ 分	$75T_3 = 1.4$ 分
$65T_1 = 0.57$ 分	$65T_2 = 0.92$ 分	$65T_3 = 1.22$ 分
$55T_1 = 0.54$ 分	$55T_2 = 0.82$ 分	$55T_3 = 1.03$ 分

以上の具体例によるプロセス総合伝達関数、

$75G(s)$, $65G(s)$, $55G(s)$ は、

$$75Q(s) = \frac{5e^{-0.5s}}{(1+0.6s)(1+s)(1+1.4s)}$$

$$45Q(s) = \frac{4.35e^{-0.46s}}{(1+0.57s)(1+0.92s)(1+1.22s)}$$

$$55Q(s) = \frac{3.66e^{-0.426s}}{(1+0.54s)(1+0.82s)(1+1.03s)}$$

となる。

それぞれのプロセス伝達関数から、ジグザグ・ニコルスの限界感度法により出口濃度調節計の最適 P, I, D 定数を求めると、持続振動を生ずるゲイン k_c 、持続振動角周波数 ω_c を求めて

$$P = 0.6 \times k_c \rightarrow K_p (\%) = \frac{100}{P}$$

$$I = 0.5 \times \frac{2\pi}{\omega_c}$$

$$D = 0.125 \times \frac{2\pi}{\omega_c}$$

これから最適定数が下記の様に算出される。

	K_p (%)	I (分)	D (分)
出口75%時	333%	2.66	0.66

$$g_{75} = 9 \frac{1}{8}$$

$$g_{45} = 8.1 \frac{1}{8}$$

$$g_{55} = 6.8 \frac{1}{8}$$

この値を、前記(2)式 $Q = K_1 Q + K_2$ の式を満足するように蒸気流量 Q に置換換算を行わしめるものである。

又演算器20は、プロセスゲインの変化を吸収する為の演算で、前記具体例で算出したプロセスゲイン、

$$K_{75} = 5$$

$$K_{45} = 4.35$$

$$K_{55} = 3.66$$

の一番低い値、即ち $K_{55} = 3.66$ を基準にして、出口濃度指示調節計17の P, I, D 最適値は、前記出口濃度55%の時の値に調整しておき、出口を65%に変更した時は、濃度指示調節計17の出力信号 P に補正係数 $\alpha_{65} = 3.66/4.35$ を乗算して操作量である入口流量を決定する。又出口濃度を75%に変更した時は同様に、補正係数 $\alpha_{75} = \frac{3.66}{5.0}$ を乗算して操作量とする事で

	K_p (%)	I (分)	D (分)
出口65%時	298%	2.45	0.61
出口55%時	264%	2.21	0.55

この結果から解る様に、積分時間 I 分、微分時間 D 分はほとんど差異がなく、この範囲は設定誤差に含まれる位の少量である。これは前述した様にプロセスのむだ時間の変化、時定数の変化による考慮は、実用上無視してさしつかえない事を意味している。しかし比例帯 P (%)は大巾に変化している事が判る。

このプロセス制御系を、コンピュータ制御を行なう場合、上記各 P, I, D 最適定数をプログラムしておく事により、常に最適条件で濃度制御が可能である。

しかし、本発明はこのような複雑な制御を用いることなく、簡単に安価なシステムを提供するにあり、第2図の実施例の如く演算器19及び20を用いて、その目的を実現するものである。演算器19は蒸気流量を決定する為にある。即ち、前記具体例で算出した蒸気量、

プロセスゲイン変動の補正が可能である。しかしこの方法に限定するものではない。例えば、一番濃度の高い $K_{75} = 5.0$ を基準にした考え方も可能であり、更に任意のゲイン例えば、 $K = 1$ を基準にした考え方も同様目的が達せられる。前記 $K_{55} = 3.66$ を基準にした時、

$$\text{出口75%の時、} \alpha_{75} = \frac{3.66}{5} = 0.73$$

$$\text{出口65%の時、} \alpha_{65} = \frac{3.66}{4.35} = 0.84$$

$$\text{出口55%の時、} \alpha_{55} = 1$$

(α_{75} 、 α_{65} は、出口濃度を75%及55%に設定した時の補正係数。)

プロセスゲイン K 、調節計ゲイン $\frac{100}{K_p}$ 、補正係数 α を総合的に表わすと、

$$\text{総合ゲイン} = K \cdot \frac{100}{K_p} \cdot \alpha$$

$$75\% \text{の時} = 5 \times \frac{100}{264} \times 0.73 \div 1.38$$

$$65\% \text{の時} = 4.35 \times \frac{100}{264} \times 0.84 \div 1.38$$

$$55\% \text{の時} = 3.66 \times \frac{100}{264} \times 1 \div 1.38$$

この様に各濃度で一定のゲインとなるので調

この様な演算を行なう事により、一般にむづかしいと言われる同一濃縮缶で多種濃度の製品を製造する時の著しい障害を解決することができる。

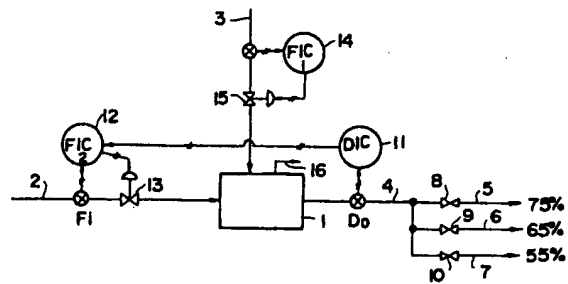
- 2 1 -

- 1 …… 濃縮液罐、2 …… 原液供給管、3 …… 蒸気管、4 …… 出口管、5 …… 管路、6 …… 管路、7 …… 管路、8 …… 弁、9 …… 弁、10 …… 弁、11 …… 濃度指示調節計、12 …… 流量指示調節計、13 …… 流量制御弁、14 …… 流量指示調節計、15 …… 流量制御弁、16 …… 蒸気排出管、17 …… 濃度指示調節計、18 …… 出口濃度設定器、19 …… 演算器、20 …… 演算器、21 …… 1号缶、22 …… 2号缶、23 …… 3号缶、24 …… 蒸気、25 …… 原液、26 …… 排気ベープ、27 …… ドレン、28 …… 出口液。

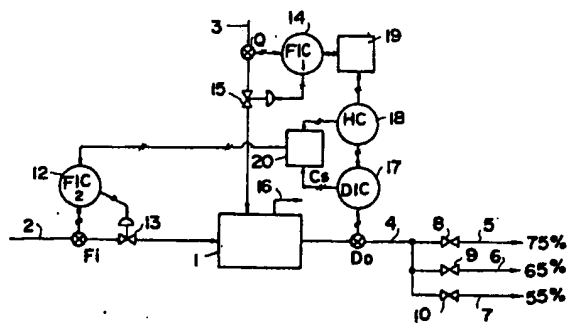
特許出願人 株式会社 荏 原 製 作 所
代理人 弁理士 端 山 五 一

4. 図面の簡単な説明

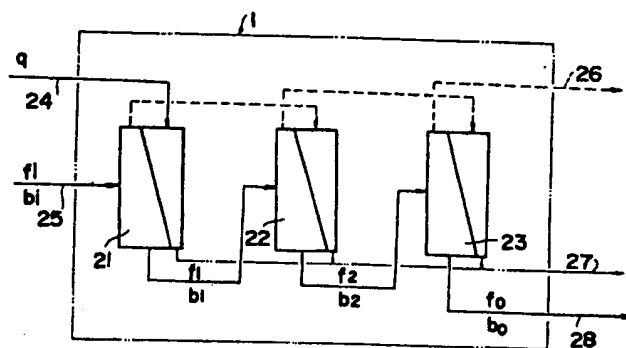
第 1 圖



第 2 圖



第 3 図



第 4 図

